Содержание

Введение

1 Расчет процесса горения

2 Материальный баланс сушки

3 Тепловой баланс сушки

4 Расчет габаритов распылительной сушилки

5 Расчет циклонов

6 Расчет скрубберов Вентури

Список использованной литературы

Приложение

Введение

Сушка в основном применяется, если необходимо испарить растворитель и получить из высушиваемого материала порошкообразный или гранулированный сухой продукт. Сушка представляет собой весьма энергоемкий, сложный, взаимообусловленный комплекс химических, тепловых и диффузионных процессов. В настоящее время из известных сушилок, разработанных для микробиологии, нашли применение распылительные сушилки с дисковым и форсуночным распылением, вальцовые сушилки (в гидролизной промышленности) и сублимационные сушилки (в производстве бактериальных препаратов, ферментов). Методы сушки и конструкции сушилок в значительной степени определяются режимами сушки для конкретного материала, обеспечивающими высокое качество сухого продукта при наименьших капиталовложениях и энергозатратах. Это особенно характерно для продуктов микробного синтеза, оптимальные режимы и методы сушки которых могут быть определены после изучения не только физико-химических и теплофизических характеристик, но и биологических свойств. Специфика сушки связана со сравнительно низкой термоустойчивостью и требованиями максимально возможной сохраняемости целевых продуктов биосинтеза в конечных препаратах.

В микробиологической промышленности в основном используются распылительные сушилки с дисковым распылением. В качестве топлива в зависимости от технологических требований используется природный газ или мазут.

1. Расчет процесса горения

Целью этого этапа расчета является расчет низшей теплотворной способности топлива, количества и состава продуктов сгорания, энтальпии продуктов сгорания.

Низшая теплотворная способность топлива - количество тепла, выделяемое при полном сгорании единицы топлива, но в предположении, что влага остается в продуктах горения в парообразном состоянии. В трубчатых печах дымовые газы выводятся через дымовую трубу при таких температурах, при которых водяные пары, находящиеся в продуктах сгорания, не могут сконденсироваться, следовательно, тепло конденсации водяного пара не используется. Поэтому для практических расчетов процесса горения пользуются низшей теплотворной способностью топлива.

Низшая теплотворная способность топлива по формуле Д.И.Менделеева [4]:

,



,



где C, H, S, O, W - соответственно содержание углерода, водорода, серы, кислорода, влаги, % по массе.

Элементарный состава газового топлива:

I) содержание углерода

;



2) содержание водорода

;



где nCi, nHi– соответственно число атомов углерода, водорода, серы, кислорода, азота в молекулах газовых компонентов топлива;

xi - концентрация газовых компонентов в топливе, % по массе;

Mi- молекулярная масса компонентов топлива;

k - число компонентов в топливе;

C, H, S, O, N - соответственно содержание углерода, водорода, % по массе.

Молекулярная масса газовой смеси:

=0,95\*16+0,03\*30+0,02\*44=16,98 г/моль,



где ωi –объемная доля газовых компонентов в топливе;

Mi – молекулярная масса компонентов топлива.

Массовая концентрация газовых компонентов топлива:

;



,



.



Учитывая, что теплота сгорания - свойство аддитивное, то теплота сгорания газообразного топлива

,



где Qi - теплота сгорания отдельных компонентов топлива;

xi- массовая доля компонентов в смеси.

Для газового топлива низшая теплота сгорания:

,



где СН4, С2Н6, С3Н8 - содержание соответствующих компонентов в топливе, % по объему.

Результаты пересчета состава топлива сведены в таблицу 1.

Таблица 1 – Результаты пересчета состава топлива

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Компонент | Плотность, кг/м3 | Молекулярная масса, Мi | Объемная доля, ωi | Miωi | Массовые проценты |
| СН4 | 0,72 | 16 | 0,95 | 15,20 | 89,52 |
| С2Н6 | 1,36 | 30 | 0,03 | 0,90 | 5,30 |
| С3Н8 | 2,02 | 44 | 0,02 | 0,88 | 5,18 |
| ∑ |  |  | 1,00 | 16,98 | 100 |

Плотность топливного газа:

,



где xi - массовые доли компонентов в смеси;

ρсм ,ρi - плотность смеси и ее компонентов.

,



Проверка:

С+Н+О+N+S=100 %



Теоретическое количество воздуха, необходимого для сгорания одного килограмма топлива:

,



Фактический (действительный) расход воздуха:

,



где α - коэффициент избытка воздуха, (для объемного горения газообразного топлива α=1,05-1,2).

Объемный действительный расход воздуха:

,



где ρв - плотность воздуха, ρв= 1,293 кг/м3.

Количество продуктов сгорания, образующихся при сжигании одного килограмма топлива:

,



где Wф - расход форсуночного пара, для газообразного топлива Wф =0.

Количество газов, образующихся при сгорании одного килограмма топлива:

,



,



,



.



Проверка

,



2,774+2,194+0,196+13,795=18,959кг/кг ≈18,962 кг/кг.

Объемное количество продуктов сгорания на один килограмм топлива (при нормальных условиях):

,



,



,



.



Суммарный объем продуктов сгорания:

.



Плотность продуктов сгорания при температуре 273К и давлении 0,1\*106Па:

.



Энтальпия продуктов сгорания на один килограмм топлива при различных температурах от 50 оС до температуры теплоносителя:

qt=(T-273)\*( m\* С+ m\* С+ m\* С+ m\* С), ,



где T – температура продуктов сгорания, К;

С,С,С,С- средние массовые теплоемкости продуктов сгорания, кДж/кг\*К.



Расчет энтальпии продуктов сгорания при различных температурах сведен в таблицу 2.

Таблица 2 – Энтальпии продуктов сгорания при различных температурах

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Температура, оС | С | С | С | С | q, |
| 50 | 0,839 | 0,919 | 1,868 | 1,031 | 1041,43 |
| 100 | 0,862 | 0,925 | 1,877 | 1,033 | 2094,09 |
| 150 | 0,885 | 0,931 | 1,886 | 1,034 | 3155,91 |
| 200 | 0,908 | 0,936 | 1,895 | 1,036 | 4230,30 |
| 250 | 0,928 | 0,943 | 1,907 | 1,038 | 5315,57 |
| 300 | 0,946 | 0,950 | 1,921 | 1,041 | 6415,70 |
| 350 | 0,964 | 0,957 | 1,934 | 1,045 | 7532,20 |

q50=(323-273)\*(2,774\*0,839+2,194\*1,868+0,196\*0,919+13,795\*1,031)=1041,43



q100=(373-273)\*(2,774\*0,862+2,194\*1,877+0,196\*0,925+13,795\*1,033)=2094,09



q150=(423-273)\*(2,774\*0,885+2,194\*1,886+0,196\*0,931+13,795\*1,034)=3155,91



q200=(473-273)\*(2,774\*0,908+2,194\*1,895+0,196\*0,936+13,795\*1,036)=4230,30



q250=(523-273)\*(2,774\*0,928+2,194\*1,907+0,196\*0,943+13,795\*1,038)=5315,57



q300=(573-273)\*(2,774\*0,946+2,194\*1,921+0,196\*0,950+13,795\*1,041)=6415,70



q350=(623-273)\*(2,774\*0,964+2,194\*1,934+0,196\*0,957+13,795\*1,045)=7532,20



После определения энтальпии продуктов сгорания при различных температурах строим график зависимости температура – энтальпия (Рисунок 1).



Рисунок 1 – График зависимости энтальпии продуктов сгорания от температуры

2. Материальный баланс сушки

Содержание сухих веществ в высушиваемом растворе не изменяется, если нет уноса или других потерь

, кг/ч,



гдеG1, G2, GC – количество раствора до и после сушки и абсолютно сухого вещества, кг/ч;

φ1, φ2 – влажность раствора до и после сушки, %.

Производительность сушилок по испаряемой влаге:

.



Количество получаемых сухих дрожжей после сушки:

.



Технические характеристики распылительной сушилки

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Тип сушилки | | СРЦ-12,5/1100 НК |
| Производительность по испаряемой влаге, кг/ч | | 10000 |
| Температура теплоносителя, оС | Поступающего | 300 |
| отходящего | 90 |
| Мощность двигателя распыливающего механизма, кВт | | 100 |
| Габариты сушилки | диаметр | 14500 |
| высота | 21640 |
| Масса сушилки | | 60360 |

Количество распылительных сушилок, необходимое для испарения влаги:

шт,



принимаю n=3штуки,

где WC – производительность одной сушилки по испаряемой влаге, кг/ч.

3. Тепловой баланс сушки

При сушке в распылительных установках тепло передается от нагретого газа или воздуха и расходуется на нагрев высушенного материала, испарение влаги, потери в окружающую среду.

Подвод тепла:

тепло, вносимое дрожжевой суспензией:

,



где Gc - массовый расход дрожжевой суспензии, кг/ч;

ic - энтальпия дрожжевой суспензии при температуре поступления ее в сушильную камеру; кДж/кг;

Сс – теплоемкость дрожжевой суспензии;

θ – температура поступления дрожжевой суспензии в сушилку, обычно составляет 40…60 ºС.

θ=50оС,

Сс=3,52 кДж/(кг\*град), Gc=38000 .



Qс=38000\*3,52\*50=6688000.



2) тепло, подводимое теплоносителем (сушильным агентом):

Qc.a.= Gc.a Jн ,

где Gc.a – количество теплоносителя (сушильного агента), кг/ч;

Jн- энтальпия сушильного агента при начальной температуре tн теплоносителя, кДж/кг. Определяется по графику зависимости температура-энтальпия продуктов сгорания.

при t=349оС Jн=7530



Расход тепла:

1) тепло, уносимое сухими дрожжами:

Qд.= Gz Jд=G2Cд θ z,

где G2 – количество дрожжей после сушки, кг/ч;

Jд – энтальпия сухих дрожжей при температуре выхода дрожжей из сушилки, кДж/кг;

Cд – теплоемкость сухих дрожжей ;

θ 2 – температура высушенных дрожжей;

θ 2=89оС, Cд=2,93 кДж/(кг град)[2], G2=9668,15 .



Qд=9668,15\*2,93\*89=2521163,48



2) тепло, уносимое теплоносителем (сушильным агентом):

Qc.a.= Gc.a Jк ,

где Gc.a – количество теплоносителя (сушильного агента), кг/ч

Jк – энтальпия сушильного агента при температуре выхода сушильного агента из сушилки, кДж/кг.

при t=87оС Jк =1780,



3) тепло, уносимое испаряемой влагой:

Qw=W Jw ,

где W – количество испаряемой влаги, кг/ч;

Jw – энтальпия водяного пара при температуре выхода водяного пара из сушилки, кДж/кг.

Jw =2700 при t=87оС , W=28331,85,



Qw=2700\*28331,85=76509017,71.



4) потери тепла в окружающую среду.

Для определения габаритов сушилки приближенно можно принимать удельные потери тепла в окружающую среду в зависимости от начальной влажности материала q =(125÷250) кДж/кг [6]:

Qп=q W,



q= 125 ,



Qп=125\*28331,85=3542084,15 .



Потери тепла в окружающую среду обычно составляют 3÷8℅ от общего количества тепла.

Количество теплоносителя (сушильного агента) определяется после преобразования теплового баланса процесса сушки по следующей формуле:



Проверяется тепловой баланс процесса сушки. Согласно закону сохранения энергии:

Qприх.=Qрасх. ,

где Qприх.,Qрасх. – соответственно статьи прихода и расхода тепла.

Qприх.=6688000+13197\*7530=106061410 ,



Qрасх=2521163,48+76509017,71+3542084,15-13197\*1780=106062925



Ошибка расчета должна быть не более 1 ℅.

0,0014%<1%.

Часовой расход топлива:

B= ,



где Qc.a – тепло, подводимое теплоносителем (сушильным агентом), кДж/ч;

Q- низшая теплотворная способность топлива, кДж/кг;



η - коэффициент полезного действия печи (η=0,8-0,95), η=0,9.

Объемный расход топливного газа равен:

В’=,



где ρг - плотность топливного газа, кг/м3.

Удельный расход тепла в сушилке определяется

,



где Qс.а - тепло, подводимое теплоносителем (сушильным агентом), кДж/ч;

W - количество испаряемой влаги кг/ч.

Тепловой к.п.д. сушилки:

,



где r - удельная теплота парообразования воды, определяемая по температуре материала при сушке, кДж/кг, при 89оС

r=2295,7,



q - удельный расход тепла в сушилке, кДж/кг.

Теплопроизводительность:



Выбор типоразмера печи определяется по каталогу [7] в зависимости от ее назначения, теплопроизводительности, вида топлива.

Типоразмер печи

|  |  |
| --- | --- |
| Тип печи | БКГ2 |
| теплопроизводительность | 17,8 МВт/м2 |

Выбираю 2 печи типа БКГ2, предназначенных для беспламенного сжигания газообразного топлива.



4. Расчет габаритов распылительной сушилки

Целью расчета является определение диаметра сушильной камеры и ее рабочего объема.

Из всего разнообразия приводимых в литературе формул для определения диаметра распыливающих капель можно использовать наиболее простую (6):

,



где R - наружный радиус диска, м;

ω - угловая скорость диска, м/с;

ρ - плотность суспензии, кг/м3;

σ - поверхностное натяжение суспензии, H/м, σ=73,8\*10-3 Н/м.

ω=135 м/с,

ω=2πRn

R=ω/ (2πn)=(135 м/с) / (2\*π134.167c-1)=0,160 м

dд=2R=0,32м

При расчете среднего диаметра капель можно принять С=2, для максимального размера капель С=4,6.



Размеры капель зависят от окружной скорости диска, производительности по суспензии, физических свойств суспензии. Основные характеристики центробежных распылителей приведены в таблице 3.

Таблица 3 - Основные характеристики центробежных распылителей

|  |  |
| --- | --- |
| Технические данные | Тип распылителя ЦРМ 18/100-8000 |
| Производительность, т/ч | 18 |
| Давление, МПа: |  |
| в трубках подачи воздуха | 0,01-0,08 |
| в трубках подачи воды | 0,2 |
| Мощность электродвигателя, кВт | 100 |
| Скорость вращения диска, об/мин | 8050 |
| Угловая скорость диска, м/с | 131-139 |
| Смазка | Масло индустриальное И-12 |
| Разовая заливка масла, л | 30 |
| Габаритные размеры, мм: |  |
| длина | 960 |
| ширина | 700 |
| высота | 2805 |

Радиус факела распыления вычисляется по формуле:

,



где ρ, ρ2 - плотность суспензии и сушильного агента;

Re - критерий Рейнольдса:

Re=



где ω- угловая скорость распыливающего диска, м/с;

d - диаметр капли, м;

ν- кинематическая вязкость газа, м2/с;

,



Динамическая вязкость продуктов сгорания при



=0,017мПа\*с



=0,03 мПа\*с



=0,025 мПа\*с



=0,026 мПа\*с



,



,



Re=.



Gu – критерий Гухмана:

,



где t1 – температура агента перед сушкой, 0С;

t2 - температура сушильного агента после сушки, °С;

tм - температура мокрого термометра, tм=40-60оС, tм=50оС; Ко- критерий Коссевича:



где r1 -скрытая теплота парообразования при температуре мокрого термометра, кДж/кг;

С2 - удельная теплоемкость сушильного агента, кДж/кг град;

-влажность суспензии при входе в сушилку и конечного сухого продукта, %.



Удельная теплоемкость:

газов N2, О2, СО2 =29,77,



Н2О=36,30



С2=,



.



Диаметр сушильной камеры определяется:

D=2,4\*Rф=2,4\*3,6594=8,78 м.

Рабочий объем сушилки определяется по формуле:

V=



где W- производительность сушилки по испаряемой влаге, кг/ч;

n - количество сушилок, шт.;

А - производительность 1 м3 рабочего объема камеры по испаряемой влаге, кг/м3\*ч. Величина А выбирается по графику A=f(ΔT), где заштрихованная область соответствует начальным режимам работы сушилки.

ΔT=,



где t1 – температура агента перед сушкой, оС;

t2 - температура сушильного агента после сушки, °С;

tм - температура мокрого термометра, °С.

Рабочая высота сушильной камеры равна

.



Вычисленные величины диаметра и высоты сушильной камеры сравниваются с габаритами выбранного типа сушилки.

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Габариты сушилки, мм |  | теоретически | практически |
| диаметр | 12500 | 8780 |
| высота | 21640 | 18360 |

Рассчитанные параметры сушилки не превышают параметры выбранного типа сушилки, значит, выбранный тип сушилки подходит для данного расчета.

5. Расчет циклонов

Расчет циклонов сводятся к определению их количества, гидравлического сопротивления и эффективности улавливания выли.

Объемный расход сушильного агента:

V=.



Основной характеристики циклона является диаметр его корпуса. Диаметр цилиндрической части циклона определяется:



где V – объемный расход газа (сушильного агента), м3/ч;

Wr – скорость газа в цилиндрической части циклона, м/с;

П – количество циклонов.



где ΔР – сопротивление циклона, Па;

ξ – коэффициент гидравлического сопротивления циклона;

ξ=245;

ρr – плотность газа, кг/м3;

500-750 ; 625;



D=1,3м < Dмакс=1,8м

Вычислив диаметр циклона, определяем основные размеры циклонов:

|  |  |
| --- | --- |
| Тип циклона | ЦН-11 |
| Максимальный диаметр, м | 1,8 |
| Диаметр выхлопной трубы, м | 0,6 |
| Диаметр пылевыпускающего отверстия, м | 0,3-0,4 |
| Ширина входного патрубка, м | 0,26 |
| Высота водного патрубка, м | 0,48 |
| Высота выхлопной трубы, м | 1,56 |
| Высота выхлопного патрубка, м | 0,3 |
| Высота цилиндрической части, м | 2,08 |
| Высота конической части, м | 2,00 |
| Общая высота циклона, м | 4,38 |
| Коэффициент гидравлического сопротивления | 245 |

6 Расчет скрубберов Вентури

Скрубберы Вентури используются в качестве второй ступени пылеулавливания на установках с большим расходом запыленного газа.

Расход воды, подаваемой в трубу Вентури, находится из уравнения теплового баланса:

,



гдеqmr – массовый секундный расход газа, кг/с;

qmг=13197 кг/ч=3,666 кг/с;

Сг – удельная теплоемкость газа, кДж/кг\*град;

Сж – удельная теплоемкость жидкости, кДж/кг\*град; Cж=4,19 кДж/кг\*град.

t1, t2 – начальная температура газа, поступающего в скруббер Вентури, на выходе из него, оС; t1=87oC, t2=45oC.

θ2, θ1 – температура воды на выходе из скруббера Вентури и на выходе из него. Температура выходящей воды не должна превышать 40-45оС,

θ 2=45oC θ1=20oC.

Концентрация пыли в воде:

,



где Хг – начальная концентрация пыли в газе, поступающем в скруббер Вентури,

;



qг – объемный расход газа, м3/с,

qг=Vс.а./3600=10659,9/3600=2,961м3/с.

,



Содержание пыли в оборотной воде,гарантирующее надежную работу форсунок, не должно превышать 0,5 кг/м3: 0,246<0,5.

Диаметр горловины трубы скруббера Вентури:

,



где Wг1 – скорость газа в горловине трубы, м/с; Wг1=100м/с.

Диаметр конфузора и диффузора:

,



гдеWг2 – скорость газа на входе в конфузор и на выходе из диффузора, Wг2=20м/с.

Длина конфузора трубы:

,



где2αк=28о.

Длина диффузора трубы:

,



где2αд=6о.

Длина горловины трубы:

,



Гидравлическое сопротивление трубы:

,



где

.



Удельная энергия, вводимая в трубу с газом и водой:

,



где ΔР – гидравлическое сопротивление трубы, Па;

ΔРф – гидравлическое сопротивление форсунок, 3\*103Па;

qг – объемный расход газа, м3/с.

Средний диаметр конфузора и диффузора трубы:

,



Скорость газа в среднем сечении трубы:

,



Параметр А:



где dг – размер улавливаемых частиц, dг=10мкм;

σ – поверхностное натяжение воды, Н/м; σ=72,8-3 Н/м

τ – среднее время пребывания газа в трубе, с,



,



где Vтр – рабочий объем трубы, рассчитанный по размерам конфузора и диффузора, м3.



Эффективность пылеулавливания:

.



На практике эффективность пылеулавливания составляет не более 96%.

Список использованной литературы

1. Бортников И.И., Босенко А.М. Машины и аппараты микробиологических производств. – Минск : Высшая школа, 1982.
2. Быков В.А., Винаров А.Ю., Шерстобитов В.В. Расчет процессов микробиологических производств. – Киев : Техника, 1985.
3. Вукалович М.П., Киримник В.А., Ремизов С.Н. Термодинамические свойства газов. – М.: Машгиз, 1953.
4. Кузнецов А.А., Кагерманов С.М., Судаков Е.Н. Расчет процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности. – Л.: Химия, 1972.
5. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия,1986.
6. Соколова В.И., Яблокова М.А. Аппаратура микробиологической промышленности. – Л.: Машиностроение, 1988.
7. Трубчатые печи. Каталог/ Под ред. В.Е.Бакшалова и др..–М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1985.
8. Ужов В.Н., Вальдберг А.Ю., Мягков Б.И. и др. Очистка промышленных газов от пыли. – М.:Химия, 1981.

Приложение

Программа расчета энтальпии сгорания топлива на языке программирования Turbo Pascal

program sushka;

uses crt;

const a=1.05;

Rv=1.238;

var q50,q100,q150,q200,q250,q300,q350,

q1,q2,q3,Q,s,x1,x2,x3,c,h,z,L0,L9,V9,G,

m1,m2,m3,m4,m,v1,v2,v3,v4,v,R1,R2:real;

begin

clrscr;

writeln('введите состав топливного газа в % по объему');

write('метан=');

readln(f1);

write('этан=');

readln(f2);

write('пропан=');

readln(f3);

Q:=360.33\*q1+631.8\*q2+913.8\*q3;

s:=(q1\*16.043+q2\*30.07+q3\*44.1);

x1:=q1\*16.043\*100/s;

x2:=q2\*30.07\*100/s;

x3:=q3\*44.1\*100/s;

c:=12\*(x1/16.043+2\*x2/30.07+3\*x3/44.1);

h:=4\*x1/16.043+6\*x2/30.07+8\*x3/44.1;

r1:=1/(x1/(100\*0.72)+x2/(100\*1.36)+x3/(100\*2.02));

z:=c+h;

if abs(z-100)<=0.1 then

begin

L0:=0.0115\*c+0.345\*h;

L9:=L0\*a;

V9:=L0/Rv;

G:=1+L9;

m1:=0.0367\*c;

m2:=0.09\*h;

m3:=0.23\*L0\*(a-1);

m4:=0.768\*a\*L0;

m:=m1+m2+m3+m4;

end

else

begin

writeln('ошибка');

halt;

end;

if abs(m-g)<=0.01 then

begin

v1:=m1\*22.4/44.1;

v2:=m2\*22.4/18.015;

v3:=m3\*22.4/31.999;

v4:=m4\*22.4/28.013;

v:=v1+v2+v3+v4;

r2:=m/v;

end

else

begin

writeln('ошибка');

halt;

end;

writeln('низшая теплотворная способность топлива Q=',q:10:3,'кДж/куб.м');

writeln('содержание углерода в топливе=',c:6:3,'в % по массе');

writeln('содержание водорода в топливе=', h:6:3,'в % по массе');

writeln('плотность топливного газа=',r1:6:3,'кг/куб.м');

writeln('теоретический расход воздуха=',L0:6:3,'кг/кг');

writeln('фактический расход воздуха=',L9:6:3,'кг/кг');

writeln('количество продуктов сгорания=',G:6:3,'кг/кг');

writeln('объемный расход воздуха=',V9:6:3,'куб.м/кг');

writeln('количество образующихся газов:');

writeln('СО2=',m1:6:3,'кг/кг');

writeln('Н2О=',m2:6:3,'кг/кг');

writeln('О2=',m3:6:3,'кг/кг');

writeln('N2',m4:6:3,'кг/кг');

writeln('объемное количество газов:');

writeln('СО2=',v1:6:3,'куб.м/кг');

writeln('H2O=',v2:6:3,'куб.м/кг');

writeln('О2=',v3:6:3,'куб.м/кг');

writeln('N2=',v4:6:3,'куб.м/кг');

writeln('плотность продуктов сгорания=',r2:6:3,'куб.м/кг');

readln;

q50:=50\*(m1\*0.839+m2\*1.868+m3\*0.919+m4\*1.031);

q100:=100\*(m1\*0.862+m2\*1.877+m3\*0.925+m4\*1.033);

q150:=150\*(m1\*0.885+m2\*1.886+m3\*0.931+m4\*1.034);

q200:=200\*(m1\*0.908+m2\*1.895+m3\*0.936+m4\*1.036);

q250:=250\*(m1\*0.928+m2\*1.907+m3\*0.943+m4\*1.038);

q300:=300\*(m1\*0.946+m2\*1.921+m3\*0.950+m4\*1.041);

q350:=350\*(m1\*0.964+m2\*1.934+m3\*0.957+m4\*1.045);

writeln('энтальпия продуктов сгорания:');

writeln('q50=',q50:10:3,'кДж/кг');

writeln('q100=',q100:10:3,'кДж/кг');

writeln('q150=',q150:10:3,'кДж/кг');

writeln('q200=',q200:10:3,'кДж/кг');

writeln('q250=',q250:10:3,'кДж/кг');

writeln('q300=',q300:10:3,'кДж/кг');

writeln('q350=',q350:10:3,'кДж/кг');

end.

Результаты расчета

введите состав топливного газа в % по объему

метан=95

этан=3

пропан=2

низшая теплотворная способность топлива Q=37953.29 кДж/куб.м

содержание углерода в топливе=75.610 в % по массе

содержание водорода в топливе=24.490 в % по массе

плотность топливного газа=0.739 кг/куб.м

теоретический расход воздуха=17.105 кг/кг

фактический расход воздуха=17.961 кг/кг

количество продуктов сгорания=18.961 кг/кг

объемный расход воздуха=13.894 куб.м/кг

количество образующихся газов:

СО2=2.773 кг/кг

Н2О=2.195 кг/кг

О2=0.196 кг/кг

N2=13.796 кг/кг

объемное количество газов:

СО2=1.411 куб.м/кг

H2O=2.732 куб.м/кг

О2=0.138 куб.м/кг

N2=11.035 куб.м/кг

плотность продуктов сгорания=1.238 куб.м/кг

энтальпия продуктов сгорания:

q50=1041.439 кДж/кг

q100=2094.097 кДж/кг

q150=3155.913 кДж/кг

q200=4230.307 кДж/кг

q250=5316.560 кДж/кг

q300=6418.746 кДж/кг

q350=7532.253 кДж/кг